

METHOD FOR THE PRODUCTION OF BUTADIENE

Publication number: WO2005063656

Publication date: 2005-07-14

Inventor: JOHANN THORSTEN (DE); SCHINDLER GOETZ-PETER (DE); BRODHAGEN ANDREAS (DE); CRONE SVEN (DE); DUDA MARK (DE)

Applicant: BASF AG (DE); JOHANN THORSTEN (DE); SCHINDLER GOETZ-PETER (DE); BRODHAGEN ANDREAS (DE); CRONE SVEN (DE); DUDA MARK (DE)

Classification:

- **international:** C07C5/333; C07C5/00; (IPC1-7): C07C5/333; C07C11/167

- **europen:** C07C5/333; C07C5/48; C07C11/167

Application number: WO2004EP14834 20041230

Priority number(s): DE20031061822 20031230

Also published as:

 DE10361822 (A1)

Cited documents:

 GB628686
 WO2004007408

[Report a data error here](#)

Abstract of WO2005063656

The invention relates to a method for producing butadiene from n-butane, comprising the steps of A) providing an input gas flow a containing n-butane; B) feeding said input gas flow a containing n-butane into at least one first dehydrogenation zone and dehydrogenating n-butane in a non-oxidative catalytic manner, whereby a product gas flow b containing n-butane, 1-butene, 2-butene, butadiene, hydrogen, low-boiling secondary components, and optional steam is obtained; C) feeding the product gas flow b resulting from the non-oxidative catalytic dehydrogenation process and an oxygen-containing gas into at least one second dehydrogenation zone and oxidatively dehydrogenating 1-butene and 2-butene, whereby a product gas flow c containing n-butane, 2-butene, butadiene, hydrogen, low-boiling secondary components, and steam is obtained, said second product gas flow c having a higher butadiene content than product gas flow b; D) eliminating hydrogen, the low-boiling secondary components, and steam, whereby a C4 product gas flow d essentially comprising n-butane, 2-butene, and butadiene is obtained; E) feeding the C4 product gas flow d into a distillation zone and separating a butadiene/butane mixture as a valuable product flow e1 such that a flow e2 substantially comprising n-butane and 2-butene remains; F) redirecting flow e2 into the first dehydrogenation zone.

Data supplied from the esp@cenet database - Worldwide

THIS PAGE BLANK (USPTO)

(12) NACH DEM VERTRAG ÜBER DIE INTERNATIONALE ZUSAMMENARBEIT AUF DEM GEBIET DES PATENTWESENS (PCT) VERÖFFENTLICHTE INTERNATIONALE ANMELDUNG

(19) Weltorganisation für geistiges Eigentum
Internationales Büro(43) Internationales Veröffentlichungsdatum
14. Juli 2005 (14.07.2005)

PCT

(10) Internationale Veröffentlichungsnummer
WO 2005/063656 A1

(51) Internationale Patentklassifikation⁷: C07C 5/333, 11/167

(21) Internationales Aktenzeichen: PCT/EP2004/014834

(22) Internationales Anmeldedatum: 30. Dezember 2004 (30.12.2004)

(25) Einreichungssprache: Deutsch

(26) Veröffentlichungssprache: Deutsch

(30) Angaben zur Priorität: 103 61 822.8 30. Dezember 2003 (30.12.2003) DE

(71) Anmelder (*für alle Bestimmungsstaaten mit Ausnahme von US*): BASF AKTIENGESELLSCHAFT [DE/DE];, 67056 Ludwigshafen (DE).

(72) Erfinder; und

(75) Erfinder/Anmelder (*nur für US*): JOHANN, Thorsten [DE/DE]; Goethestr. 9, 67117 Limburgerhof (DE). SCHINDLER, Götz-Peter [DE/DE]; Schauenburgweg 9, 68219 Mannheim (DE). BRODHAGEN, Andreas [DE/DE]; Böhler Str. 26, 67125 Dannstadt-Schauernheim (DE). CRONE, Sven [DE/DE]; Mühlweg 44, 67117 Limburgerhof (DE). DUDA, Mark [DE/DE]; Pfarrer-Barth-Weg 11, 67071 Ludwigshafen (DE).

(74) Anwalt: ISENBRUCK, Günter; Isenbruck Bösl Hörschler Wichmann Huhn, Theodor-Heuss-Anlage 12, 68165 Mannheim (DE).

(81) Bestimmungsstaaten (*soweit nicht anders angegeben, für jede verfügbare nationale Schutzrechtsart*): AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KP, KR, KZ, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LV, MA, MD, MG, MK, MN, MW, MX, MZ, NA, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, YU, ZA, ZM, ZW.

(84) Bestimmungsstaaten (*soweit nicht anders angegeben, für jede verfügbare regionale Schutzrechtsart*): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), eurasisches (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), europäisches (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, MC, NL, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Veröffentlicht:

— mit internationalem Recherchenbericht

[Fortsetzung auf der nächsten Seite]

(54) Title: METHOD FOR THE PRODUCTION OF BUTADIENE

(54) Bezeichnung: VERFAHREN ZUR HERSTELLUNG VON BUTADIEN

(57) **Abstract:** The invention relates to a method for producing butadiene from n-butane, comprising the steps of A) providing an input gas flow a containing n-butane; B) feeding said input gas flow a containing n-butane into at least one first dehydrogenation zone and dehydrogenating n-butane in a non-oxidative catalytic manner, whereby a product gas flow b containing n-butane, 1-butene, 2-butene, butadiene, hydrogen, low-boiling secondary components, and optional steam is obtained; C) feeding the product gas flow b resulting from the non-oxidative catalytic dehydrogenation process and an oxygen-containing gas into at least one second dehydrogenation zone and oxidatively dehydrogenating 1-butene and 2-butene, whereby a product gas flow c containing n-butane, 2-butene, butadiene, hydrogen, low-boiling secondary components, and steam is obtained, said second product gas flow c having a higher butadiene content than product gas flow b; D) eliminating hydrogen, the low-boiling secondary components, and steam, whereby a C₄ product gas flow d essentially comprising n-butane, 2-butene, and butadiene is obtained; E) feeding the C₄ product gas flow d into a distillation zone and separating a butadiene/butane mixture as a valuable product flow e1 such that a flow e2 substantially comprising n-butane and 2-butene remains; F) redirecting flow e2 into the first dehydrogenation zone.

A1

WO 2005/063656

(57) **Zusammenfassung:** Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von Butadien aus n-Butan mit den Schritten A) Bereitstellung eines n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a; B) Einspeisung des n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a in mindestens eine erste Dehydrierzone und nicht-oxidative katalytische Dehydrierung von n-Butan, wobei ein Produktgasstrom b enthaltend n-Butan, 1-Buten, 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und gegebenenfalls Wasserdampf erhalten wird; C) Einspeisung des Produktgasstroms b der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung und eines sauerstoffhaltigen Gases in mindestens eine zweite Dehydrierzone und oxidative Dehydrierung von 1-Buten und 2-Buten, wobei ein Produktgasstrom c enthaltend n-Butan, 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und Wasserdampf erhalten wird, welcher einen höheren Gehalt an Butadien als der Produktgasstrom b aufweist; D) Abtrennung von Wasserstoff, der leichtsiedenden Nebenbestandteile und von Wasserdampf, wobei ein C₄-Produktgasstrom d im Wesentlichen bestehend aus n-Butan, 2-Buten und Butadien erhalten wird; E) Einspeisung des C₄-Produktgasstroms d in eine Destillationszone und Abtrennung eines Butadien/Butan-Gemisches als Wertproduktstrom e1, wobei ein Strom e2 im Wesentlichen bestehend aus n-Butan und 2-Buten verbleibt. F) Rückführung des Stroms e2 in die erste Dehydrierzone.



— vor Ablauf der für Änderungen der Ansprüche geltenden Frist; Veröffentlichung wird wiederholt, falls Änderungen eintreffen

Zur Erklärung der Zweibuchstaben-Codes und der anderen Abkürzungen wird auf die Erklärungen ("Guidance Notes on Codes and Abbreviations") am Anfang jeder regulären Ausgabe der PCT-Gazette verwiesen.

Verfahren zur Herstellung von Butadien

Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von Butadien.

5 Butadien ist eine bedeutende Grundchemikalie und wird beispielsweise zur Herstellung von Synthesekautschuken (Butadien-Homopolymere, Styrol-Butadien-Kautschuk oder Nitril-Kautschuk) oder zur Herstellung von thermoplastischen Terpolymeren (Acrylnitril-Butadien-Styrol-Copolymere) eingesetzt. Butadien wird ferner zu Sulfolan, Chloropren und 1,4-Hexamethylendiamin (über 1,4-Dichlorbuten und 10 Adipinsäuredinitril) umgesetzt. Durch Dimerisierung von Butadien kann ferner Vinylcyclohexen erzeugt werden, welches zu Styrol dehydriert werden kann.

Butadien kann durch thermische Spaltung (Steam-Cracken) gesättigter Kohlenwasserstoffe hergestellt werden, wobei üblicherweise von Naphtha als Rohstoff 15 ausgegangen wird. Beim Steam-Cracken von Naphtha fällt ein Kohlenwasserstoff-Gemisch aus Methan, Ethan, Ethen, Acetylen, Propan, Propen, Propin, Allen, Butenen, Butadien, Butinen, Methylallen, C₅- und höheren Kohlenwasserstoffen an.

Nachteilig an der Erzeugung von Butadien im Crackprozess ist, dass zwangsläufig 20 größere Mengen an unerwünschten Koppelprodukten anfallen.

Aufgabe der Erfindung ist es, ein Verfahren zur Herstellung von Butadien aus n-Butan bereitzustellen, bei dem in möglichst geringem Umfang Koppelprodukte anfallen.

25 Gelöst wird die Aufgabe durch ein Verfahren zur Herstellung von Butadien aus n-Butan mit den Schritten

A) Bereitstellung eines n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a;

30 B) Einspeisung des n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a in mindestens eine erste Dehydrierzone und nicht-oxidative katalytische Dehydrierung von n-Butan, wobei ein Produktgasstrom b enthaltend n-Butan, 1-Buten, 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und gegebenenfalls Wasserdampf erhalten wird;

35

C) Einspeisung des Produktgasstroms b der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung und eines sauerstoffhaltigen Gases in mindestens eine zweite

Dehydrierzone und oxidative Dehydrierung von 1-Buten und 2-Buten, wobei ein Produktgasstrom c enthaltend n-Butan, 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und Wasserdampf erhalten wird, welcher einen höheren Gehalt an Butadien als der Produktgasstrom b aufweist;

5

- D) Abtrennung von Wasserstoff, leichtsiedenden Nebenbestandteile und von Wasserdampf, wobei ein C₄-Produktgasstrom d im Wesentlichen bestehend aus n-Butan, 2-Buten und Butadien erhalten wird;
- 10 E) Einspeisung des C₄-Produktgasstroms d in eine Destillationszone und Abtrennung eines Butadien/n-Butan-Gemischs als Wertproduktstrom e1, wobei ein Strom e2 im Wesentlichen bestehend aus n-Butan und 2-Buten verbleibt;
- 15 F) Rückführung des Stroms e2 in die erste Dehydrierzone.

15

Das erfindungsgemäße Verfahren zeichnet sich durch eine besonders effektive Ausnutzung der Rohstoffe aus. So werden Verluste des Rohstoffs n-Butan durch Rückführung von nicht umgesetztem n-Butan in die Dehydrierung minimiert. Durch die Kopplung von nicht-oxidativer katalytischer Dehydrierung und oxidativer Dehydrierung 20 wird eine hohe Butadien-Ausbeute erzielt.

In einem ersten Verfahrensteil A wird ein n-Butan enthaltender Einsatzgasstrom a bereitgestellt. Üblicherweise wird dabei von an n-Butan reichen Gasgemischen wie liquefied petroleum gas (LPG) als Rohstoff ausgegangen. LPG enthält im Wesentlichen 25 gesättigte C₂-C₅-Kohlenwasserstoffe. Daneben enthält es auch Methan und Spuren von C₆⁺-Kohlenwasserstoffen. Die Zusammensetzung von LPG kann stark schwanken. Vorteilhafter Weise enthält das eingesetzte LPG mindestens 10 Gew.-% Butane.

Alternativ kann ein veredelter C₄-Strom aus Crackern oder Raffinerien eingesetzt 30 werden.

In einer Variante des erfindungsgemäßen Verfahrens umfasst die Bereitstellung des n-Butan enthaltenden Dehydrier-Einsatzgasstromes die Schritte

35 (A1) Bereitstellung eines liquefied petroleum gas (LPG)-Stroms,

(A2) Abtrennung von Propan und gegebenenfalls Methan, Ethan und C_5^+ -Kohlenwasserstoffen (hauptsächlich Pentane, daneben Hexane, Heptane, Benzol, Toluol) aus dem LPG-Strom, wobei ein Butane (n-Butan und Isobutan) enthaltender Strom erhalten wird,

5

(A3) Abtrennung von Isobutan aus dem Butane enthaltenden Strom, wobei der n-Butan enthaltende Einsatzgasstrom erhalten wird, und gegebenenfalls Isomerisierung des abgetrennten Isobutans zu einem n-Butan/Isobutan-Gemisch und Rückführung des n-Butan/Isobutan-Gemischs in die Isobutan-Abtrennung.

10

Die Abtrennung von Propan und gegebenenfalls Methan, Ethan und C_5^+ -Kohlenwasserstoffen erfolgt beispielsweise in einer oder mehreren üblichen Rektifizierkolonnen. Beispielsweise können in einer ersten Kolonne Leichtsieder (Methan, Ethan, Propan) über Kopf und in einer zweiten Kolonne Schwersieder (C_5^+ -Kohlenwasserstoffe) am Kolonnensumpf abgetrennt werden. Es wird ein Butane (n-Butan und Isobutan) enthaltender Strom erhalten, aus dem Isobutan beispielsweise in einer üblichen Rektifizierkolonne abgetrennt wird. Der verbleibende, n-Butan enthaltende Strom wird als Einsatzgasstrom für die nachfolgende Butan-Dehydrierung eingesetzt.

15

Der abgetrennte Isobutan-Strom wird vorzugsweise einer Isomerisierung unterworfen. Dazu wird der Isobutan enthaltende Strom in einen Isomerisierungsreaktor eingespeist. Die Isomerisierung von Isobutan zu n-Butan kann wie in GB-A 2 018 815 beschrieben durchgeführt werden. Es wird ein n-Butan/Isobutan-Gemisch erhalten, das in die n-Butan/Isobutan-Trennkolonne eingespeist wird.

20

Der abgetrennte Isobutan-Strom wird vorzugsweise einer Isomerisierung unterworfen. Dazu wird der Isobutan enthaltende Strom in einen Isomerisierungsreaktor eingespeist. Die Isomerisierung von Isobutan zu n-Butan kann wie in GB-A 2 018 815 beschrieben durchgeführt werden. Es wird ein n-Butan/Isobutan-Gemisch erhalten, das in die n-Butan/Isobutan-Trennkolonne eingespeist wird.

Der abgetrennte Isobutan-Strom kann auch einer weiteren Verwendung zugeführt werden, beispielsweise zur Herstellung von Methacrylsäure, Polyisobuten oder Methyl-tert.-butylether eingesetzt werden.

25

In einem Verfahrensteil B wird der n-Butan enthaltende Einsatzgasstrom in eine Dehydrierzone eingespeist und einer nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung unterworfen. Dabei wird n-Butan in einem Dehydrierreaktor an einem dehydrieraktiven Katalysator teilweise zu 1-Buten und 2-Buten dehydriert, wobei auch Butadien gebildet wird. Daneben fallen Wasserstoff und in geringen Mengen Methan, Ethan, Propan und Propen an. Je nach Fahrweise der Dehydrierung können außerdem Kohlenstoffoxide (CO , CO_2), Wasser und Stickstoff im Produktgasgemisch der nicht-

oxidativen katalytischen n-Butan-Dehydrierung enthalten sein. Daneben liegt im Produktgasgemisch nicht umgesetztes n-Butan vor.

5 Die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung kann mit oder ohne sauerstoffhaltigem Gas als Co-Feed durchgeführt werden.

Ein Merkmal der nicht-oxidativen Fahrweise gegenüber einer oxidativen Fahrweise ist das Vorhandensein von Wasserstoff im Austragsgas. Bei der oxidativen Dehydrierung wird kein freier Wasserstoff in wesentlichen Mengen gebildet.

10 Die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung kann grundsätzlich in allen aus dem Stand der Technik bekannten Reaktortypen und Fahrweisen durchgeführt werden. Eine vergleichsweise ausführliche Beschreibung von erfindungsgemäß geeigneten Dehydrierverfahren enthält auch „Catalytica® Studies Division, Oxidative 15 Dehydrogenation and Alternative Dehydrogenation Processes“ (Study Number 4192 OD, 1993, 430 Ferguson Drive, Mountain View, California, 94043-5272, USA).

20 Eine geeignete Reaktorform ist der Festbettrohr- oder Rohrbündelreaktor. Bei diesen befindet sich der Katalysator (Dehydrierungskatalysator und, bei Arbeiten mit Sauerstoff als Co-Feed, gegebenenfalls spezieller Oxidationskatalysator) als Festbett in einem Reaktionsrohr oder in einem Bündel von Reaktionsrohren. Die Reaktionsrohre werden üblicherweise dadurch indirekt beheizt, dass in dem die Reaktionsrohre umgebenden Raum ein Gas, z.B. ein Kohlenwasserstoff wie Methan, verbrannt wird. Günstig ist es dabei, diese indirekte Form der Aufheizung lediglich auf den ersten ca. 20 25 bis 30% der Länge der Festbettschüttung anzuwenden und die verbleibende Schüttungslänge durch die im Rahmen der indirekten Aufheizung freigesetzte Strahlungswärme auf die erforderliche Reaktionstemperatur aufzuheizen. Übliche Reaktionsrohr-Innendurchmesser betragen etwa 10 bis 15 cm. Ein typischer Dehydrierrohrbündelreaktor umfasst ca. 300 bis 1000 Reaktionsrohre. Die Temperatur 30 im Reaktionsrohrinneren bewegt sich üblicherweise im Bereich von 300 bis 1200°C, vorzugsweise im Bereich von 500 bis 1000°C. Der Arbeitsdruck liegt üblicherweise zwischen 0,5 und 8 bar, häufig zwischen 1 und 2 bar bei Verwendung einer geringen Wasserdampfverdünnung (analog dem Linde-Verfahren zur Propan-Dehydrierung), aber auch zwischen 3 und 8 bar bei Verwendung einer hohen Wasserdampfverdünnung 35 (analog dem sogenannten „steam active reforming process“ (STAR-Prozess) zur Dehydrierung von Propan oder Butan von Phillips Petroleum Co., siehe US 4,902,849, US 4,996,387 und US 5,389,342). Typische Katalysatorbelastungen (GHSV) liegen bei

500 bis 2000 h⁻¹, bezogen auf eingesetzten Kohlenwasserstoff. Die Katalysatorgeometrie kann beispielsweise kugelförmig oder zylindrisch (hohl oder voll) sein.

5 Die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung kann auch, wie in Chem. Eng. Sci. 1992 b, 47 (9-11) 2313 beschrieben, heterogen katalysiert im Wirbelbett durchgeführt werden. Zweckmäßigerweise werden dabei zwei Wirbelbetten nebeneinander betrieben, von denen sich eines in der Regel im Zustand der Regenerierung befindet. Der Arbeitsdruck beträgt typischerweise 1 bis 2 bar, die 10 Dehydriertemperatur in der Regel 550 bis 600°C. Die für die Dehydrierung erforderliche Wärme wird dabei in das Reaktionssystem eingebracht, indem der Dehydriertkatalysator auf die Reaktionstemperatur vorerhitzt wird. Durch die Zumischung eines Sauerstoff enthaltenden Co-Feeds kann auf die Vorerhitzer verzichtet werden, und die benötigte Wärme direkt im Reaktorsystem durch Verbrennung von 15 Wasserstoff und/oder Kohlenwasserstoffen in Gegenwart von Sauerstoff erzeugt werden. Gegebenenfalls kann zusätzlich ein Wasserstoff enthaltender Co-Feed zugemischt werden.

Die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung kann mit oder ohne Sauerstoffhaltigem Gas als Co-Feed in einem Hordenreaktor durchgeführt werden. Dieser enthält 20 ein oder mehrere aufeinanderfolgende Katalysatorbetten. Die Anzahl der Katalysatorbetten kann 1 bis 20, zweckmäßigerweise 1 bis 6, bevorzugt 1 bis 4 und insbesondere 1 bis 3 betragen. Die Katalysatorbetten werden vorzugsweise radial oder axial vom Reaktionsgas durchströmt. Im Allgemeinen wird ein solcher Hordenreaktor 25 mit einem Katalysatorfestbett betrieben. Im einfachsten Fall sind die Katalysatorfestbetten in einem Schachtofenreaktor axial oder in den Ringspalten von konzentrisch angeordneten zylindrischen Gitterrosten angeordnet. Ein Schachtofenreaktor entspricht einer Horde. Die Durchführung der Dehydrierung in einem einzelnen Schachtofenreaktor entspricht einer bevorzugten Ausführungsform, 30 wobei mit sauerstoffhaltigem Co-Feed gearbeitet werden kann. In einer weiteren bevorzugten Ausführungsform wird die Dehydrierung in einem Hordenreaktor mit 3 Katalysatorbetten durchgeführt. Bei einer Fahrweise ohne sauerstoffhaltigem Gas als Co-Feed wird das Reaktionsgasgemisch im Hordenreaktor auf seinem Weg von einem Katalysatorbett zum nächsten Katalysatorbett einer Zwischenerhitzung unterworfen, 35 z.B. durch Überleiten über mit heißen Gasen erhitze Wärmeaustauscherflächen oder durch Durchleiten durch mit heißen Brenngasen beheizte Rohre.

In einer bevorzugten Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens wird die nicht-oxidative katalytische n-Butan-Dehydrierung autotherm durchgeführt. Dazu wird dem Reaktionsgasgemisch der n-Butan-Dehydrierung in mindestens einer Reaktionszone zusätzlich Sauerstoff zugemischt und der in dem Reaktionsgasgemisch 5 enthaltene Wasserstoff und/oder Kohlenwasserstoff zumindest teilweise verbrannt, wodurch zumindest ein Teil der benötigten Dehydrierwärme in der mindestens einen Reaktionszone direkt in dem Reaktionsgasgemisch erzeugt wird.

10 Im allgemeinen wird die Menge des dem Reaktionsgasgemisch zugesetzten sauerstoffhaltigen Gases so gewählt, dass durch die Verbrennung von im Reaktionsgasgemisch vorhandenen Wasserstoff und gegebenenfalls von im Reaktionsgasgemisch vorliegenden Kohlenwasserstoffen und/oder von in Form von Koks vorliegendem Kohlenstoff die für die Dehydrierung des n-Butans benötigte Wärmemenge erzeugt wird. Im Allgemeinen beträgt die insgesamt zugeführte 15 Sauerstoffmenge, bezogen auf die Gesamtmenge des Butans, 0,001 bis 0,5 mol/mol, bevorzugt 0,005 bis 0,2 mol/mol, besonders bevorzugt 0,05 bis 0,2 mol/mol. Sauerstoff kann entweder als reiner Sauerstoff oder als sauerstoffhaltiges Gas im Gemisch mit Inertgasen, beispielsweise in Form von Luft, eingesetzt werden. Die Inertgase und die 20 resultierenden Verbrennungsgase wirken im Allgemeinen zusätzlich verdünnend und fördern damit die heterogen katalysierte Dehydrierung.

Der zur Wärmeerzeugung verbrannte Wasserstoff ist der bei der katalytischen n-Butan-Dehydrierung gebildete Wasserstoff sowie gegebenenfalls dem Reaktionsgasgemisch 25 als wasserstoffhaltiges Gas zusätzlich zugesetzter Wasserstoff. Vorzugsweise sollte soviel Wasserstoff zugegen sein, dass das Molverhältnis H_2/O_2 im Reaktionsgasgemisch unmittelbar nach der Einspeisung von Sauerstoff 1 bis 10, bevorzugt 2 bis 5 mol/mol beträgt. Dies gilt bei mehrstufigen Reaktoren für jede Zwischeneinspeisung von 30 sauerstoffhaltigem und gegebenenfalls wasserstoffhaltigem Gas.

30 Die Wasserstoffverbrennung erfolgt katalytisch. Der eingesetzte Dehydrierungskatalysator katalysiert im Allgemeinen auch die Verbrennung der Kohlenwasserstoffe und von Wasserstoff mit Sauerstoff, so dass grundsätzlich kein von diesem verschiedener spezieller Oxidationskatalysator erforderlich ist. In einer Ausführungsform wird in Gegenwart eines oder mehrerer Oxidationskatalysatoren 35 gearbeitet, die selektiv die Verbrennung von Wasserstoff mit Sauerstoff in Gegenwart von Kohlenwasserstoffen katalysieren. Die Verbrennung dieser Kohlenwasserstoffe mit Sauerstoff zu CO , CO_2 und Wasser läuft dadurch nur in untergeordnetem Maße ab.

Vorzugsweise liegen der Dehydrierungskatalysator und der Oxidationskatalysator in verschiedenen Reaktionszonen vor.

Bei mehrstufiger Reaktionsführung kann der Oxidationskatalysator in nur einer, in 5 mehreren oder in allen Reaktionszonen vorliegen.

Bevorzugt ist der Katalysator, der selektiv die Oxidation von Wasserstoff katalysiert, an den Stellen angeordnet, an denen höhere Sauerstoffpartialdrucke herrschen als an anderen Stellen des Reaktors, insbesondere in der Nähe der Einspeisungsstelle für das 10 sauerstoffhaltige Gas. Die Einspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und/oder wasserstoffhaltigem Gas kann an einer oder mehreren Stelle des Reaktors erfolgen.

In einer Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens erfolgt eine Zwischeneinspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und von wasserstoffhaltigem Gas vor 15 jeder Horde eines Hordenreaktors. In einer weiteren Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens erfolgt die Einspeisung von sauerstoffhaltigem Gas und von wasserstoffhaltigem Gas vor jeder Horde außer der ersten Horde. In einer Ausführungsform ist hinter jeder Einspeisungsstelle eine Schicht aus einem speziellen 20 Oxidationskatalysator vorhanden, gefolgt von einer Schicht aus dem Dehydrierungskatalysator. In einer weiteren Ausführungsform ist kein spezieller Oxidationskatalysator vorhanden. Die Dehydriertemperatur beträgt im allgemeinen 400 bis 1100 °C, der Druck im letzten Katalysatorbett des Hordenreaktors im Allgemeinen 0,2 bis 5 bar, bevorzugt 1 bis 3 bar. Die Belastung (GHSV) beträgt im allgemeinen 500 bis 2000 h⁻¹, bei Hochlastfahrweise auch bis zu 100 000 h⁻¹, bevorzugt 4000 bis 16 000 25 h⁻¹.

Ein bevorzugter Katalysator, der selektiv die Verbrennung von Wasserstoff katalysiert, enthält Oxide und/oder Phosphate, ausgewählt aus der Gruppe bestehend aus den Oxiden und/oder Phosphaten von Germanium, Zinn, Blei, Arsen, Antimon oder Bismut. 30 Ein weiterer bevorzugter Katalysator, der die Verbrennung von Wasserstoff katalysiert, enthält ein Edelmetall der VIII. und/oder I. Nebengruppe.

Die eingesetzten Dehydrierungskatalysatoren weisen im Allgemeinen einen Träger und eine Aktivmasse auf. Der Träger besteht dabei in der Regel aus einem wärmebeständigen Oxid oder Mischoxid. Bevorzugt enthalten die Dehydrierungskatalysatoren ein Metalloxid, das ausgewählt ist aus der Gruppe bestehend aus Zirkondioxid, Zinkoxid, Aluminiumoxid, Siliciumdioxid, Titandioxid,

Magnesiumoxid, Lanthanoxid, Ceroxid und deren Gemischen, als Träger. Bei den Gemischen kann es sich um physikalische Mischungen oder auch um chemische Mischphasen wie Magnesium- oder Zinkaluminiumoxid-Mischoxide handeln. Bevorzugte Träger sind Zirkondioxid und/oder Siliziumdioxid, besonders bevorzugt sind Gemische aus Zirkondioxid und Siliziumdioxid.

Die Aktivmasse der Dehydrierungskatalysatoren enthalten im allgemeinen ein oder mehrere Elemente der VIII. Nebengruppe, bevorzugt Platin und/oder Palladium, besonders bevorzugt Platin. Darüber hinaus können die Dehydrierungskatalysatoren ein oder mehrere Elemente der I. und/oder II. Hauptgruppe aufweisen, bevorzugt Kalium und/oder Cäsium. Weiterhin können die Dehydrierungskatalysatoren ein oder mehrere Elemente der III. Nebengruppe einschließlich der Lanthaniden und Actiniden enthalten, bevorzugt Lanthan und/oder Cer. Schließlich können die Dehydrierungskatalysatoren ein oder mehrere Elemente der III. und/oder IV. Hauptgruppe aufweisen, bevorzugt ein oder mehrere Elemente aus der Gruppe bestehend aus Bor, Gallium, Silizium, Germanium, Zinn und Blei, besonders bevorzugt Zinn.

In einer bevorzugten Ausführungsform enthält der Dehydrierungskatalysator mindestens ein Element der VIII. Nebengruppe, mindestens ein Element der I. und/oder II. Hauptgruppe, mindestens ein Element der III. und/oder IV. Hauptgruppe und mindestens ein Element der III. Nebengruppe einschließlich der Lanthaniden und Actiniden.

Beispielsweise können erfindungsgemäß alle Dehydriertkatalysatoren eingesetzt werden, die in den WO 99/46039, US 4,788,371, EP-A 705 136, WO 99/29420, US 5,220,091, US 5,430,220, US 5,877,369, EP 0 117 146, DE-A 199 37 106, DE-A 199 37 105 und DE-A 199 37 107 offenbart werden. Besonders bevorzugte Katalysatoren für die vorstehend beschriebenen Varianten der autothermen n-Butan-Dehydrierung sind die Katalysatoren gemäß den Beispiel 1, 2, 3 und 4 der DE-A 199 37 107.

Die n-Butan-Dehydrierung wird bevorzugt in Gegenwart von Wasserdampf durchgeführt. Der zugesetzte Wasserdampf dient als Wärmeträger und unterstützt die Vergasung von organischen Ablagerungen auf den Katalysatoren, wodurch der Verkokung der Katalysatoren entgegengewirkt und die Standzeit der Katalysatoren erhöht wird. Dabei werden die organischen Ablagerungen in Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und gegebenenfalls Wasser umgewandelt.

Der Dehydrierungskatalysator kann in an sich bekannter Weise regeneriert werden. So kann dem Reaktionsgasgemisch Wasserdampf zugesetzt werden oder von Zeit zu Zeit ein Sauerstoff enthaltendes Gas bei erhöhter Temperatur über die Katalysatorschüttung geleitet werden und der abgeschiedene Kohlenstoff abgebrannt werden. Durch die 5 Verdünnung mit Wasserdampf wird das Gleichgewicht zu den Produkten der Dehydrierung verschoben. Gegebenenfalls wird der Katalysator nach der Regenerierung mit einem wasserstoffhaltigen Gas reduziert.

Bei der nicht-oxidativen katalytischen n-Butan-Dehydrierung wird ein Gasgemisch 10 erhalten, das neben Butadien 1-Buten, 2-Buten und nicht umgesetztem n-Butan Nebenbestandteile enthält. Übliche Nebenbestandteile sind Wasserstoff, Wasserdampf, Stickstoff, CO und CO₂, Methan, Ethan, Ethen, Propan und Propen. Die Zusammensetzung des die erste Dehydrierzone verlassenden Gasgemischs kann abhängig von der Fahrweise der Dehydrierung stark variieren. So weist bei 15 Durchführung der bevorzugten autothermen Dehydrierung unter Einspeisung von Sauerstoff und zusätzlichem Wasserstoff das Produktgasgemisch einen vergleichsweise hohen Gehalt an Wasserdampf und Kohlenstoffoxiden auf. Bei Fahrweisen ohne Einspeisung von Sauerstoff weist das Produktgasgemisch der nicht-oxidativen Dehydrierung einen vergleichsweise hohen Gehalt an Wasserstoff auf.

20 Der Produktgasstrom der nicht-oxidativen autothermen n-Butan-Dehydrierung enthält typischerweise 0,1 bis 15 Vol.-% Butadien, 1 bis 15 Vol.-% 1-Buten, 1 bis 25 Vol.-% 2-Buten (cis/trans-2-Buten), 20 bis 70 Vol.-% n-Butan, 1 bis 70 Vol.-% Wasserdampf, 0 bis 10 Vol.-% leichtsiedende Kohlenwasserstoffe (Methan, Ethan, Ethen, Propan und 25 Propen), 0,1 bis 40 Vol.-% Wasserstoff, 0 bis 70 Vol.-% Stickstoff und 0 bis 5 Vol.-% Kohlenstoffoxide.

Der die erste Dehydrierzone verlassende Produktgasstrom b wird bevorzugt in zwei Teilströme aufgetrennt, wobei nur einer der beiden Teilströme den weiteren 30 Verfahrensteilen C bis F unterworfen wird und der zweite Teilstrom in die erste Dehydrierzone zurückgeführt werden kann. Eine entsprechende Verfahrensweise ist in DE-A 102 11 275 beschrieben. Es kann jedoch auch der gesamte Produktgasstrom b der nicht-oxidativen katalytischen n-Butan-Dehydrierung den weiteren Verfahrensteilen C bis F unterworfen werden.

35 Der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung wird erfindungsgemäß eine oxidative Dehydrierung (Oxidehydrierung) als Verfahrensteil C nachgeschaltet. Dabei werden im

Wesentlichen 1-Buten und 2-Buten zu 1,3-Butadien dehydriert, wobei 1-Buten im Allgemeinen nahezu vollständig abreagiert.

Diese kann grundsätzlich in allen aus dem Stand der Technik bekannten Reaktortypen 5 und Fahrweisen durchgeführt werden, wie beispielsweise im Wirbelbett, im Hordenofen, im Festbettrohr- oder -rohrbündelreaktor oder im Plattenwärmetauscherreaktor. Ein Plattenwärmetauscherreaktor ist beispielsweise in DE-A 199 52 964 beschrieben. Zur Durchführung der oxidativen Dehydrierung wird ein Gasgemisch benötigt, welches ein molares Sauerstoff : n-Butene-Verhältnis von 10 mindestens 0,5 aufweist. Bevorzugt wird bei einem Sauerstoff : n-Butene-Verhältnis von 0,55 bis 50 gearbeitet. Zur Einstellung dieses Wertes wird in der Regel das aus der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung stammende Produktgasgemisch mit Sauerstoff oder einem sauerstoffhaltigem Gas, beispielsweise Luft, vermischt. Das erhaltene sauerstoffhaltige Gasgemisch wird dann der Oxidehydrierung zugeführt.

15

Die für die Oxidehydrierung besonders geeigneten Katalysatoren basieren im Allgemeinen auf einem Mo-Bi-O-haltigen Multimetallocidsystem, das in der Regel zusätzlich Eisen enthält. Im Allgemeinen enthält das Katalysatorsystem noch weitere zusätzliche Komponenten aus der 1. bis 15. Gruppe des Periodensystems, wie 20 beispielsweise Kalium, Magnesium, Zirkon, Chrom, Nickel, Cobalt, Cadmium, Zinn, Blei, Germanium, Lanthan, Mangan, Wolfram, Phosphor, Cer, Aluminium oder Silizium.

25

Geeignete Katalysatoren und deren Herstellung sind beispielsweise beschrieben in US 4,423,281 ($Mo_{12}BiNi_8Pb_{0,5}Cr_3K_{0,2}O_x$ und $Mo_{12}Bi_bNi_7Al_3Cr_{0,5}K_{0,5}O_x$), US 4,336,409 ($Mo_{12}BiNi_6Cd_2Cr_3P_{0,5}O_x$), DE-A 26 00 128 ($Mo_{12}BiNi_{0,5}Cr_3P_{0,5}Mg_{7,5}K_{0,1}O_x + SiO_2$) und DE-A 24 40 329 ($Mo_{12}BiCo_{4,5}Ni_{2,5}Cr_3P_{0,5}K_{0,1}O_x$).

30

Die Stöchiometrie der Aktivmasse einer Vielzahl der für die Oxidehydrierung geeigneten Multimetallocidkatalysatoren lässt sich unter die allgemeine Formel (I)



in der die Variablen nachfolgende Bedeutung aufweisen:

5 $X^1 = \text{W, Sn, Mn, La, Ce, Ge, Ti, Zr, Hf, Nb, P, Si, Sb, Al, Cd}$ und/oder Mg;

 a = 0,5 bis 5, vorzugsweise 0,5 bis 2;

 b = 0 bis 5, vorzugsweise 2 bis 4;

 c = 0 bis 10, vorzugsweise 3 bis 10;

 d = 0 bis 10;

 e = 0 bis 10, vorzugsweise 0,1 bis 4;

10 f = 0 bis 5, vorzugsweise 0,1 bis 2;

 g = 0 bis 2, vorzugsweise 0,01 bis 1; und

 x = eine Zahl, die durch die Wertigkeit und Häufigkeit der von Sauerstoff verschiedenen Elemente in (I) bestimmt wird;

15 subsumieren.

- Bevorzugt setzt man beim erfindungsgemäßen Verfahren für die Oxidehydrierung ein Mo-Bi-Fe-O-haltiges Multimetallocoxidsystem ein, wobei ein Mo-Bi-Fe-Cr-O- oder Mo-Bi-Fe-Zr-O-haltiges Multimetallocoxidsystem besonders bevorzugt ist. Bevorzugte Systeme sind beispielsweise beschrieben in US 4,547,615 ($Mo_{12}BiFe_{0,1}Ni_8ZrCr_3K_{0,2}O_x$ und $Mo_{12}BiFe_{0,1}Ni_8AlCr_3K_{0,2}O_x$), US 4,424,141 ($Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}P_{0,5}K_{0,1}O_x$ + SiO_2), DE-A 25 30 959 ($Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}Cr_{0,5}K_{0,1}O_x$, $Mo_{13,75}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}Ge_{0,5}K_{0,8}O_x$, $Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}Mn_{0,5}K_{0,1}O_x$ und $Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}La_{0,5}K_{0,1}O_x$), US 3,911,039 ($Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}Sn_{0,5}K_{0,1}O_x$), DE-A 25 30 959 und DE-A 24 47 825 ($Mo_{12}BiFe_3Co_{4,5}Ni_{2,5}W_{0,5}K_{0,1}O_x$). Herstellung und Charakterisierung der genannten Katalysatoren sind ausführlich in den zitierten Schriften beschrieben.

Der Katalysator zur Oxidehydrierung wird im Allgemeinen als Formkörper mit einer mittleren Größe von über 2 mm eingesetzt. Aufgrund des zu beachtenden Druckverlustes während der Ausübung des Verfahrens sind kleinere Formkörper in der Regel ungeeignet. Als geeignete Formkörper seien beispielsweise genannt Tabletten,

Zylinder, Hohlzylinder, Ringe, Kugeln, Stränge, Wagenräder oder Extrudate. Besondere Formen, wie beispielsweise "Trilobes" und "Tristars" (siehe EP-A-0 593 646) oder Formkörper mit mindestens einer Einkerbung an der Außenseite (siehe US 5,168,090) sind ebenfalls möglich.

5

Im Allgemeinen kann der verwendete Katalysator als sogenannter **Vollkatalysator** eingesetzt werden. In diesem Fall besteht der gesamte Katalysatorformkörper aus der Aktivmasse, inklusive eventueller Hilfsmittel, wie etwa Graphit oder Porenbildner, sowie weiterer Komponenten. Insbesondere hat es sich als günstig erwiesen, den für die 10 Oxidehydrierung der n-Butene zu Butadien bevorzugt eingesetzten Mo-Bi-Fe-O-haltigen Katalysator als **Vollkatalysator** einzusetzen. Des Weiteren ist es möglich, die Aktivmassen der Katalysatoren auf einen Träger, beispielsweise einen anorganischen, oxidischen Formkörper, aufzubringen. Derartige Katalysatoren werden in der Regel als Schalenkatalysatoren bezeichnet.

15

Die Oxidehydrierung wird im Allgemeinen bei einer Temperatur von 220 bis 490 °C, bevorzugt von 250 bis 450 °C und besonders bevorzugt von 300 bis 350 °C durchgeführt. Man wählt einen Reaktoreingangsdruck, der ausreicht, die in der Anlage und der nachfolgenden Aufarbeitung vorhandenen Strömungswiderstände zu 20 überwinden. Dieser Reaktoreingangsdruck liegt in der Regel bei 0,005 bis 1 MPa Überdruck, bevorzugt 0,01 bis 0,5 MPa Überdruck. Naturgemäß fällt der im Eingangsbereich des Reaktors angewendete Gasdruck weitgehend über die gesamte Schüttung aus Katalysator ab.

25

Durch die Kopplung der nicht-oxidativen katalytischen, bevorzugt autothermen Dehydrierung mit der oxidativen Dehydrierung der gebildeten n-Butene wird eine sehr viel höhere Ausbeute an Butadien, bezogen auf eingesetztes n-Butan, erhalten. Ferner kann die nicht-oxidative Dehydrierung schonender betrieben werden. Vergleichbare Butadien-Ausbeuten wären mit einer ausschließlich nicht-oxidativen Dehydrierung nur 30 zum Preis deutlich niedrigerer Selektivitäten zu erreichen. Mit einer ausschließlich oxidativen Dehydrierung würden nur geringe n-Butan-Umsätze erzielt werden.

Der die oxidative Dehydrierung verlassende Produktgasstrom c enthält neben Butadien und nicht umgesetztem n-Butan noch 2-Buten und Wasserdampf. Als Nebenbestandteile enthält er im Allgemeinen Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, Sauerstoff, Stickstoff, Methan, Ethan, Ethen, Propan und Propen, gegebenenfalls 5 Wasserstoff sowie sauerstoffhaltige Kohlenwasserstoffe, sogenannte Oxygenate. Im Allgemeinen enthält er nur noch geringe Anteile an 1-Buten.

Im Allgemeinen weist der die oxidative Dehydrierung verlassende Produktgasstrom c 1 bis 40 Vol.-% Butadien, 20 bis 80 Vol.-% n-Butan, 0,5 bis 40 Vol.-% 2-Buten, 0 bis 5 10 Vol.-% 1-Buten, 0 bis 70 Vol.-% Wasserdampf, 0 bis 10 Vol.-% leichtsiedende Kohlenwasserstoffe (Methan, Ethan, Ethen, Propan und Propen), 0,1 bis 40 Vol.-% Wasserstoff, 0 bis 70 Vol.-% Stickstoff, 0 bis 10 Vol.-% Kohlenstoffoxide und 0 bis 10 Vol.-% Oxygenate auf. Oxygenate können beispielsweise Furan, Essigsäure, Maleinsäureanhydrid, Ameisensäure und Butyraldehyd sein.

15 In einem Verfahrensteil D werden die von den C₄-Kohlenwasserstoffen (n-Butan, iso-Butan, 1-Buten, cis-/trans-2-Buten, iso-Buten, Butadien) verschiedenen leicht siedenden Nebenbestandteile zumindest teilweise, vorzugsweise aber im wesentlichen vollständig aus dem Produktgasstrom der n-Butan-Dehydrierung abgetrennt, wobei ein C₄- 20 Produktgasstrom d erhalten wird.

25 In einer Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens wird im Verfahrensteil D zunächst Wasser aus dem Produktgasstrom c abgetrennt. Die Abtrennung von Wasser kann beispielsweise durch Auskondensieren durch Abkühlen und/oder Verdichten des Produktgasstroms c erfolgen und kann in einer oder mehreren Abkühlungs- und/oder Verdichtungsstufen durchgeführt werden.

30 Die Abtrennung der leicht siedenden Nebenbestandteile aus dem Produktgasstrom kann durch übliche Trennverfahren wie Destillation, Rektifikation, Membranverfahren, Absorption oder Adsorption erfolgen.

35 Zur Abtrennung des im Produktgasstrom c enthaltenen Wasserstoffs kann das Produktgasgemisch, gegebenenfalls nach erfolgter Kühlung, beispielsweise in einem indirekten Wärmetauscher, über eine in der Regel als Rohr ausgebildete Membran geleitet werden, die lediglich für molekularen Wasserstoff durchlässig ist. Der so

abgetrennte molekulare Wasserstoff kann bei Bedarf zumindest teilweise in der Dehydrierung eingesetzt oder aber einer sonstigen Verwertung zugeführt werden, beispielsweise zur Erzeugung elektrischer Energie in Brennstoffzellen eingesetzt werden.

5

Das in dem Produktgasstrom c enthaltene Kohlendioxid kann durch CO₂-Gaswäsche abgetrennt werden. Der Kohlendioxid-Gaswäsche kann eine gesonderte Verbrennungsstufe vorgeschaltet werden, in der Kohlenmonoxid selektiv zu Kohlendioxid oxidiert wird.

10

In einer bevorzugten Ausführungsform des erfindungsgemäßen Verfahrens werden die nicht kondensierbaren oder leicht siedenden Gasbestandteile wie Wasserstoff, Sauerstoff, Kohlenstoffoxide, die leicht siedenden Kohlenwasserstoffe (Methan, Ethan, Ethen, Propan, Propen) und gegebenenfalls Stickstoff in einem Absorptions-/Desorptions-Cyclus mittels eines hoch siedenden Absorptionsmittels abgetrennt, wobei ein C₄-Produktgasstrom c erhalten wird, der im Wesentlichen aus den C₄-Kohlenwasserstoffen besteht. Im Allgemeinen besteht der C₄-Produktgasstrom c zu mindestens 80 Vol.-%, bevorzugt zu mindestens 90 Vol.-%, besonders bevorzugt zu mindestens 95 Vol.-% aus den C₄-Kohlenwasserstoffen. Im Wesentlichen besteht der Strom d aus n-Butan, 2-Buten und Butadien.

Dazu wird in einer Absorptionsstufe der Produktgasstrom c nach vorheriger Wasserabtrennung mit einem inerten Absorptionsmittel in Kontakt gebracht und werden die C₄-Kohlenwasserstoffe in dem inerten Absorptionsmittel absorbiert, wobei mit C₄-Kohlenwasserstoffen beladenes Absorptionsmittel und ein die übrigen Gasbestandteile enthaltendes Abgas erhalten werden. In einer Desorptionsstufe werden die C₄-Kohlenwasserstoffe aus dem Absorptionsmittel wieder freigesetzt.

In der Absorptionsstufe eingesetzte inerte Absorptionsmittel sind im Allgemeinen hochsiedende unpolare Lösungsmittel, in denen das abzutrennende C₄-Kohlenwasserstoff-Gemisch eine deutlich höhere Löslichkeit als die übrigen abzutrennenden Gasbestandteile aufweist. Die Absorption kann durch einfaches Durchleiten des Produktgasstroms c durch das Absorptionsmittel erfolgen. Sie kann aber auch in Kolonnen oder in Rotationsabsorbern erfolgen. Dabei kann im Gleichstrom, Gegenstrom oder Kreuzstrom gearbeitet werden. Geeignete Absorptionskolonnen sind z.B. Bodenkolonnen mit Glocken-, Zentrifugal- und/oder Siebböden, Kolonnen mit strukturierten Packungen, z.B. Blechpackungen mit einer

spezifischen Oberfläche von 100 bis 1000 m²/m³ wie Mellapak[®] 250 Y, und Füllkörperkolonnen. Es kommen aber auch Riesel- und Sprühtürme, Graphitblockabsorber, Oberflächenabsorber wie Dickschicht- und Dünnschichtabsorber sowie Rotationskolonnen, Tellerwäscher, Kreuzschleierwäscher und Rotationswäscher 5 in Betracht.

Geeignete Absorptionsmittel sind vergleichsweise unpolare organische Lösungsmittel, beispielsweise aliphatische C₈- bis C₁₈-Alkene, oder aromatische Kohlenwasserstoffe wie die Mittelölfaktionen aus der Paraffindestillation, oder Ether mit sperrigen 10 Gruppen, oder Gemische dieser Lösungsmittel, wobei diesen ein polares Lösungsmittel wie 1,2-Dimethylphthalat zugesetzt sein kann. Geeignete Absorptionsmittel sind weiterhin Ester der Benzoesäure und Phthalsäure mit geradkettigen C₁-C₈-Alkanolen, wie Benzoesäure-n-butylester, Benzoesäuremethylester, Benzoesäureethylester, Phthalsäuredimethylester, Phthalsäurediethylester, sowie sogenannte Wärmeträgeröle, 15 wie Biphenyl und Diphenylether, deren Chlorderivate sowie Triarylalkene. Ein geeignetes Absorptionsmittel ist ein Gemisch aus Biphenyl und Diphenylether, bevorzugt in der azeotropen Zusammensetzung, beispielsweise das im Handel erhältliche Diphyll[®]. Häufig enthält dieses Lösungsmittelgemisch Dimethylphthalat in einer Menge von 0,1 bis 25 Gew.-%. Geeignete Absorptionsmittel sind ferner Octane, 20 Nonane, Decane, Undecane, Dodecane, Tridecane, Tetradecane, Pentadecane, Hexadecane, Heptadecane und Octadecane oder aus Raffinerieströmen gewonnene Fraktionen, die als Hauptkomponenten die genannten linearen Alkane enthalten.

Zur Desorption der C₄-Kohlenwasserstoffe wird das beladene Absorptionsmittel erhitzt 25 und/oder auf einen niedrigeren Druck entspannt. Alternativ dazu kann die Desorption auch durch Stripping oder in einer Kombination von Entspannung, Erhitzen und Stripping in einem oder mehreren Verfahrensschritten erfolgen. Das in der Desorptionsstufe regenerierte Absorptionsmittel wird in die Absorptionsstufe zurückgeführt.

30 In einer Verfahrensvariante wird der Desorptionsschritt durch Entspannung und/oder Erhitzen des beladenen Desorptionsmittels durchgeführt.

Die Abtrennung D ist im Allgemeinen nicht ganz vollständig, so dass in dem C₄-Produktgasstrom - je nach Art der Abtrennung - noch geringe Mengen oder auch nur Spuren der weiteren Gasbestandteile, insbesondere der leicht siedenden 35 Kohlenwasserstoffe, vorliegen können.

In einem Verfahrensteil E wird der C₄-Produktgasstrom d in eine Destillationszone eingespeist und in einen Wertproduktstrom e1 aus einem Butadien/Butan-Azeotrop und einen Strom e2, der im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten besteht, aufgetrennt.

5 Die Destillationszone besteht im Allgemeinen aus einer Destillationskolonne mit im Allgemeinen 30 bis 80, bevorzugt 40 bis 75 theoretischen Trennstufen. Geeignet sind beispielsweise Glockenbodenkolonnen, Füllkörperkolonnen, Packungskolonnen oder Trennwandkolonnen. Das Rücklaufverhältnis beträgt im Allgemeinen 10 bis 50. Die Destillation wird im Allgemeinen bei einem Druck von 5 bis 20 bar durchgeführt.

10 Im oberen Teil der Kolonne, vorzugsweise am Kolonnenkopf, wird ein Butadien/n-Butan-Gemisch e1 abgezogen. Das Butadien/n-Butan-Gemisch kann die Zusammensetzung des Azeotrops aufweisen oder einen geringeren Butadiengehalt aufweisen, im Allgemeinen enthält das Butadien/n-Butan-Gemisch mindestens 60 Vol.-% Butadien.

15 Im unteren Teil der Kolonne, vorzugsweise im unteren Fünftel der Kolonne, besonders bevorzugt am Kolonnensumpf bis maximal 5 theoretische Böden oberhalb des Kolonnensumpfs, wird ein im Wesentlichen aus n-Butan und 2-Buten bestehender Strom e2 abgezogen. Daneben kann der Sumpfabzugsstrom noch Butadien enthalten. Im Allgemeinen enthält der Strom e2 80 bis 100 Vol.-% n-Butan und 0 bis 20 Vol.-% 2-Buten und Butadien. Die Angabe der Vol.-% bezieht sich auf das gasförmige Gemisch.

20 Von dem Strom e2 kann ein Purgegasstrom abgetrennt werden, um die Aufpegelung von Hochsiedern zu vermeiden. Der Strom e2 wird in die erste Dehydrierzone zurückgeführt.

25 Das Butadien/n-Butan-Gemisch ohne weitere Auftrennung in der Hydrocyanierung von Butadien zu Adipodinitril eingesetzt werden.

30

Beispiel

35 Ein n-Butan enthaltender Einsatzgasstrom (4), welcher durch Vereinigung eines Frischgasstroms (1) und eines Rückführstroms (12) erhalten wird, wird der ersten, autotherm betriebenen, nicht-oxidativen katalytischen n-Butan-Dehydrierungsstufe (BDH) zugeführt. Zur Bereitstellung der für die endotherme Dehydrierung notwendigen Wärme wird selektiv Wasserstoff verbrannt, der zusammen mit der Verbrennungsluft

als Strom (2) zugeführt wird. Um einer Verkokung des Katalysators entgegenzuwirken und die Standzeit des Katalysators zu verlängern wird außerdem Wasserdampf (3) zugegeben. Es wird ein Dehydriergasmisch (5) erhalten, das nach Austritt aus der BDH abgekühlt und der zweiten, oxidativen n-Butan-Dehydrierstufe (ODH) zugeführt.

5 Der ODH wird ferner ein Luftstrom (6) zugeführt. Für BDH und ODH wurden basierend auf experimentellen Ergebnissen die in Tabelle 1 wiedergegebenen Umsatzgrade bzw. Selektivitäten angenommen.

Tabelle 1

10

Reaktionsstufe	Umsatz [%]	Selektivität [%]
Autotherme Dehydrierung (BDH)	50,5 (n-Butan)	98,4 (zu Butenen/Butadien)
Oxidative Dehydrierung (ODH)	100,0 (1-Buten) 92,7(2-Buten)	95,0 (zu Butadien)

Das Austrittsgas (7) der ODH wird mehrstufig mit Zwischenkühlung verdichtet. Das bei den Zwischenkühlungen anfallende wässrige Kondensat (8) wird aus dem Prozess ausgeschleust. Das komprimierte butadienhaltige Gas (9) wird einer Absorptionsstufe zugeführt, die mit Tetradecan als Absorptionsmittel betrieben wird. In der Absorptionsstufe wird ein Inertgasstrom (10) von dem C₄-Kohlenwasserstoffstrom (11) abgetrennt. Der C₄-Kohlenwasserstoffstrom (11) wird in einer Destillationsstufe in einen Butadien reichen Strom (13) und einen im Wesentlichen aus n-Butan bestehenden Rückführstrom (12) getrennt.

15

20 Die Ergebnisse der Simulation sind in Tabelle 2 wiedergegeben. Die Zusammensetzung der Stoffströme (1) bis (13) ist in Volumenanteilen angegeben.

Tabelle 2

Strom-Nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Menge [kg/h]	28904	18977	1180	50051	70209	70834	141043	13456	127587	79734	47852	21147	26705
Propan	0,0000	0,0000	0,0000	0,0157	0,0095	0,0000	0,0042	0,0019	0,0047	0,0001	0,0213	0,0362	0,0100
Propen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Butan	1,0000	0,0000	0,0000	0,9374	0,1894	0,0000	0,0847	0,0000	0,1000	0,0004	0,4590	0,8555	0,1600
1-Buten	0,0000	0,0000	0,0000	0,0597	0,0000	0,0000	0,0042	0,0056	0,0040	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
2-Buten	0,0000	0,0000	0,0000	0,0183	0,1293	0,0000	0,0119	0,0000	0,0816	0,0000	0,0964	0,0004	0,0422
1,3-Butadien	0,0000	0,0000	0,0000	0,0087	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0004	0,4422	0,0200
Wasser	0,0000	0,0000	1,0000	0,0200	0,1513	0,0000	0,1600	0,9908	0,0103	0,0018	0,0410	0,0461	0,0371
Kohlendioxid	0,0000	0,0000	0,0000	0,0031	0,0000	0,0174	0,0013	0,0204	0,0212	0,0172	0,0000	0,0302	0,0000
Wasserstoff	0,0000	0,2853	0,0000	0,0000	0,2074	0,0000	0,0928	0,0000	0,1095	0,1399	0,0000	0,0000	0,0000
Sauerstoff	0,0000	0,1429	0,0000	0,0001	0,2100	0,0450	0,0001	0,0531	0,0676	0,0008	0,0000	0,0014	0,0000
N2	0,0000	0,5718	0,0000	0,0000	0,2383	0,7900	0,5099	0,0002	0,6018	0,7686	0,0004	0,0000	0,0007
Temperatur [°C]	25,0	25,0	150,0	500,0	550,0	115,0	400,0	55,0	35,0	81,5	87,0	79,0	
Druck [bar]	3,1	3,1	3,1	3,1	2,7	2,7	2,4	15,0	15,0	12,0	12,0	12,0	12,0

Patentansprüche

1. Verfahren zur Herstellung von Butadien aus n-Butan mit den Schritten
 - 5 A) Bereitstellung eines n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a;
 - B) Einspeisung des n-Butan enthaltenden Einsatzgasstroms a in mindestens eine erste Dehydrierzone und nicht-oxidative katalytische Dehydrierung von n-Butan, wobei ein Produktgasstrom b enthaltend n-Butan, 1-Buten, 10 2-Buten, Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und gegebenenfalls Wasserdampf erhalten wird;
 - C) Einspeisung des Produktgasstroms b der nicht-oxidativen katalytischen Dehydrierung und eines sauerstoffhaltigen Gases in mindestens eine zweite Dehydrierzone und oxidative Dehydrierung von 1-Buten und 2-Buten, wobei ein Produktgasstrom c enthaltend n-Butan, 2-Buten, 15 Butadien, Wasserstoff, leichtsiedende Nebenbestandteile und Wasserdampf erhalten wird, welcher einen höheren Gehalt an Butadien als der Produktgasstrom b aufweist;
 - D) Abtrennung von Wasserstoff, der leichtsiedenden Nebenbestandteile und von Wasserdampf, wobei ein C₄-Produktgasstrom d im Wesentlichen bestehend aus n-Butan, 2-Buten und Butadien erhalten wird;
 - E) Einspeisung des C₄-Produktgasstroms d in eine Destillationszone und Abtrennung eines Butadien/Butan-Gemisches als Wertproduktstrom e1, wobei ein Strom e2 im Wesentlichen bestehend aus n-Butan und 2-Buten verbleibt.
 - 30 F) Rückführung des Stroms e2 in die erste Dehydrierzone.
2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, dass die nicht-oxidative katalytische Hydrierung von n-Butan autotherm durchgeführt wird.
- 35 3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2, dadurch gekennzeichnet, dass der n-Butan enthaltende Einsatzgasstrom aus liquefied petroleum gas (LPG) gewonnen wird.

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No

PCT/EP2004/014834

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER
 IPC 7 C07C5/333 C07C11/167

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)
 IPC 7 C07C

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the International search (name of data base and, where practical, search terms used)

EPO-Internal, WPI Data, BEILSTEIN Data

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	GB 628 686 A (UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY) 2 September 1949 (1949-09-02) claims 1-7 -----	1-3
P, A	WO 2004/007408 A (BASF AKTIENGESELLSCHAFT; SCHINDLER, GOETZ-PETER; WALSDORFF, CHRISTIAN;) 22 January 2004 (2004-01-22) claims 1-5 -----	1-3

Further documents are listed in the continuation of box C.

Patent family members are listed in annex.

* Special categories of cited documents :

- *A* document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance
- *E* earlier document but published on or after the International filing date
- *L* document which may throw doubts on priority, claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)
- *O* document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means
- *P* document published prior to the International filing date but later than the priority date claimed

- *T* later document published after the International filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention
- *X* document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
- *Y* document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art.
- *&* document member of the same patent family

Date of the actual completion of the International search

27 April 2005

Date of mailing of the International search report

04/05/2005

Name and mailing address of the ISA

European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2
 NL - 2280 HV Rijswijk
 Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl,
 Fax: (+31-70) 340-3016

Authorized officer

Kleidernigg, O

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International Application No

PCT/EP2004/014834

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)	Publication date
GB 628686	A 02-09-1949	NONE	
WO 2004007408	A 22-01-2004	AU 2003254335 A1 BR 0311949 A WO 2004007408 A1 EP 1523462 A1	02-02-2004 22-03-2005 22-01-2004 20-04-2005

INTERNATIONALER RECHERCHENBERICHT

Internationales Aktenzeichen

PCT/EP2004/014834

A. KLASIFIZIERUNG DES ANMELDUNGSGEGENSTANDES
IPK 7 C07C5/333 C07C11/167

Nach der Internationalen Patentklassifikation (IPK) oder nach der nationalen Klassifikation und der IPK

B. RECHERCHIERTE GEBIETE

Recherchierte Mindestprüfstoff (Klassifikationssystem und Klassifikationssymbole)
IPK 7 C07C

Recherchierte aber nicht zum Mindestprüfstoff gehörende Veröffentlichungen, soweit diese unter die recherchierten Gebiete fallen

Während der internationalen Recherche konsultierte elektronische Datenbank (Name der Datenbank und evtl. verwendete Suchbegriffe)

EPO-Internal, WPI Data, BEILSTEIN Data

C. ALS WESENTLICH ANGESEHENE UNTERLAGEN

Kategorie*	Bezeichnung der Veröffentlichung, soweit erforderlich unter Angabe der in Betracht kommenden Teile	Betr. Anspruch Nr.
X	GB 628 686 A (UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY) 2. September 1949 (1949-09-02) Ansprüche 1-7	1-3
P, A	WO 2004/007408 A (BASF AKTIENGESELLSCHAFT; SCHINDLER, GOETZ-PETER; WALSDORFF, CHRISTIAN;) 22. Januar 2004 (2004-01-22) Ansprüche 1-5	1-3

Weitere Veröffentlichungen sind der Fortsetzung von Feld C zu entnehmen

Siehe Anhang Patentfamilie

* Besondere Kategorien von angegebenen Veröffentlichungen :

A Veröffentlichung, die den allgemeinen Stand der Technik definiert, aber nicht als besonders bedeutsam anzusehen ist

E älteres Dokument, das jedoch erst am oder nach dem internationalen Anmeldeatum veröffentlicht worden ist

L Veröffentlichung, die geeignet ist, einen Prioritätsanspruch zweifelhaft erscheinen zu lassen, oder durch die das Veröffentlichungsdatum einer anderen im Recherchenbericht genannten Veröffentlichung belegt werden soll oder die aus einem anderen besonderen Grund angegeben ist (wie ausgeführt)

O Veröffentlichung, die sich auf eine mündliche Offenbarung, eine Benutzung, eine Ausstellung oder andere Maßnahmen bezieht

P Veröffentlichung, die vor dem internationalen Anmeldeatum, aber nach dem beanspruchten Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist

T Spätere Veröffentlichung, die nach dem internationalen Anmeldeatum oder dem Prioritätsdatum veröffentlicht worden ist und mit der Anmeldung nicht kollidiert, sondern nur zum Verständnis des der Erfindung zugrundeliegenden Prinzips oder der ihr zugrundeliegenden Theorie angegeben ist

X Veröffentlichung von besonderer Bedeutung; die beanspruchte Erfindung kann allein aufgrund dieser Veröffentlichung nicht als neu oder auf erforderlicher Tätigkeit beruhend betrachtet werden

Y Veröffentlichung von besonderer Bedeutung; die beanspruchte Erfindung kann nicht als auf erforderlicher Tätigkeit beruhend betrachtet werden, wenn die Veröffentlichung mit einer oder mehreren anderen Veröffentlichungen dieser Kategorie in Verbindung gebracht wird und diese Veröffentlichung für einen Fachmann nahelegend ist

& Veröffentlichung, die Mitglied derselben Patentfamilie ist

Datum des Abschlusses der internationalen Recherche

27. April 2005

Absendedatum des internationalen Recherchenberichts

04/05/2005

Name und Postanschrift der Internationalen Recherchenbehörde
Europäisches Patentamt, P.B. 5818 Patentlaan 2
NL - 2280 HV Rijswijk
Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl,
Fax: (+31-70) 340-3016

Bevollmächtigter Bediensteter

Kleidernigg, O

INTERNATIONALER RECHERCHENBERICHT

Angaben zu Veröffentlichungen, die zur selben Patentfamilie gehören

Internationales Aktenzeichen

PCT/EP2004/014834

Im Recherchenbericht angeführtes Patentdokument	Datum der Veröffentlichung	Mitglied(er) der Patentfamilie	Datum der Veröffentlichung
GB 628686	A 02-09-1949	KEINE	
WO 2004007408	A 22-01-2004	AU 2003254335 A1 02-02-2004	
		BR 0311949 A 22-03-2005	
		WO 2004007408 A1 22-01-2004	
		EP 1523462 A1 20-04-2005	

THIS PAGE BLANK (USPC)